



Application of Heat Integration in Reducing Energy Consumption in the Ethane Extraction Unit

Mohammad Mazidi Sharfabadi ^{1*}, Esmail Rezaei ², Fatemeh Goodarzvand-Chegini ³, Mohammad Jaber ⁴, Reza Fatollahzadeh Attar ⁵, Younes Malekzadeh ⁶, Mehdi Agharazi ⁶

¹ Assistant Professor of Mechanical Engineering, Development and Optimization of Energy Technologies Division, Research Institute of Petroleum Industry, Tehran, Iran

² Head of Research and Development Division, Pars Petrochemical Company, Asalouyeh, Bousher, Iran

³ Instructor of Chemical Engineering, Development and Optimization of Energy Technologies Division, Research Institute of Petroleum Industry, Tehran, Iran

⁴ MS of Chemical Engineering, Development and Optimization of Energy Technologies Division, Research Institute of Petroleum Industry, Tehran, Iran

⁵ Research and Development Division, Pars Petrochemical Company, Asalouyeh, Bousher, Iran

⁶ Process Engineering Division, Research, Pars Petrochemical Company, Asalouyeh, Bousher, Iran

Received: 14 Feb 2022 Accepted: 22 Jun 2022

Abstract

Heat integration using pinch analysis is one of the most important practical tools to achieve solutions that reduce energy consumption in operational units. Using this tool and determining the targeting, the conditions of the process in which the maximum potential of energy savings can be achieved are examined and evaluated. The method of this paper is to analyze the best energy saving opportunities using the pinch analysis method in the Ethane extraction unit of Pars Petrochemical Company. In this research, the approach based on the limitations of the industry and the application of solutions that impose the less modifications and investment costs on the industrial unit have been used. Technical and operational studies show that the most opportunities for energy savings occur in heat integration between air coolers and heat exchangers. According to the two final solutions, 12,950 Kilowatt of energy will be saved annually in this unit.

Keyword: Reduction of Energy Consumption, Pinch Technology, Heat Integration, Ethane Extraction.

* mazidim@ripi.ir

Please Cite This Article Using:

Mazidi Sharfabadi, M., Rezaei, E., Goodarzvand-Chegini, F., Jaber, M., Fatollahzadeh Attar, R., Malekzadeh, Y., Agharazi, M., "Application of Heat Integration in Reducing Energy Consumption in the Ethane Extraction Unit", Journal of Farayandno – Vol. 17 – No. 78, pp. 5-21, In Persian, (2022).

کاربرد یکپارچه‌سازی حرارتی در کاهش مصرف انرژی در واحد استحصال اتان

محمد مزیدی شرف‌آبادی^{۱*}، اسماعیل رضایی^۲، فاطمه گودرزوند چگینی^۳، محمد جابری^۴، رضا فتح‌الله‌زاده عطار^۵، یونس ملک‌زاده^۶، مهدی آقارضی^۶

^۱ استادیار مهندسی مکانیک، پژوهشکده توسعه و بهینه‌سازی فناوری‌های انرژی، پژوهشگاه صنعت نفت، تهران، ایران

^۲ رئیس پژوهش و فناوری شرکت پتروشیمی پارس، عسلویه، بوشهر، ایران

^۳ مربی مهندسی شیمی، پژوهشکده توسعه و بهینه‌سازی فناوری‌های انرژی، پژوهشگاه صنعت نفت، تهران، ایران

^۴ کارشناس ارشد مهندسی شیمی، پژوهشکده توسعه و بهینه‌سازی فناوری‌های انرژی، پژوهشگاه صنعت نفت، تهران، ایران

^۵ کارشناس ارشد پژوهش و فناوری شرکت پتروشیمی پارس، عسلویه، بوشهر، ایران

^۶ کارشناس ارشد مهندسی فرآیند شرکت پتروشیمی پارس، عسلویه، بوشهر، ایران

دریافت: ۱۴۰۰/۱۱/۲۵ پذیرش: ۱۴۰۱/۰۴/۰۱

چکیده

یکپارچه‌سازی حرارتی با استفاده از تحلیل پینچ یکی از مهم‌ترین ابزارهای کاربردی جهت دستیابی به راه‌کارهایی است که موجب کاهش مصرف انرژی در واحدهای عملیاتی می‌شود. با استفاده از این ابزار و با تعیین هدف‌گذاری، شرایطی از فرآیند که در آن بتوان حداکثر پتانسیل‌های صرفه‌جویی انرژی را به دست آورد، بررسی و ارزیابی می‌شود. روش کار در این پژوهش، تحلیل بهترین فرصت‌های صرفه‌جویی انرژی در استفاده از تحلیل پینچ در واحد استحصال اتان در شرکت پتروشیمی پارس است. در این پژوهش رویکرد مبتنی بر محدودیت‌های صنعت و به‌کارگیری راه‌کارهایی که کمترین تغییرات و هزینه سرمایه‌گذاری را به واحد صنعتی تحمیل کند، به کار رفته است. بررسی‌های فنی و عملیاتی صورت گرفته نشان می‌دهد بیشترین فرصت‌های صرفه‌جویی انرژی در یکپارچه‌سازی حرارتی بین کولرهای هوایی و مبدل‌های حرارتی صورت می‌گیرد. مطابق دو راهکار نهایی ارائه‌شده سالانه ۱۲۹۵۰ کیلووات صرفه‌جویی در مصرف انرژی این واحد صورت می‌گیرد.

کلمات کلیدی: کاهش مصرف انرژی، فناوری پینچ، یکپارچه‌سازی حرارتی، استحصال اتان.

* mazidim@ripi.ir

۱- مقدمه

پیشرفت سریع صنعتی، کمبود منابع اولیه تولید انرژی و نیاز هرچه بیشتر به سوخت‌های فسیلی که راندمان انرژی پائینی نیز دارند، موجب توجه هرچه بیشتر به مدیریت مصرف منابع تولید انرژی شده است. صنایع شیمیایی و از جمله پتروشیمی‌ها یکی از بزرگترین مصرف‌کنندگان سوخت‌های فسیلی در جهان هستند. در سال ۲۰۱۸ بیش از ۵۹٪ انرژی فسیلی مصرفی در جهان توسط صنایع شیمیایی و نفتی مصرف شده است [۱]. این در حالی است که به طور میانگین هر سال ۱/۷٪ به رشد مصرف انرژی در جهان افزوده می‌شود و به دلیل راندمان انرژی پائین سوخت‌های فسیلی، بیش از نیمی از انرژی این سوخت‌ها هدر می‌رود [۲].

علاوه بر هدر رفت انرژی ناشی از مصرف سوخت‌های فسیلی، به دلیل نوسانات قیمت حامل‌های انرژی و قوانین سخت‌گیرانه‌ی محیط‌زیست، کاهش مصرف انرژی از اولویت ویژه‌ای برای پتروشیمی‌ها برخوردار است. هزینه انرژی سهم زیادی از هزینه کلی پتروشیمی‌ها را به خود اختصاص می‌دهد. همچنین مصرف انرژی بیشتر موجب انتشار آلاینده‌های بیشتر می‌شود. روش‌های بسیاری برای کاهش مصرف انرژی در پتروشیمی‌ها وجود دارد که یکپارچه‌سازی حرارتی یکی از مؤثرترین آن‌ها است. برای رسیدن به اهداف حداقل انرژی موردنیاز، به یک شبکه مبدل‌های حرارتی مناسب نیاز است. طراحی چنین شبکه‌ای، با توجه به اینکه بیشتر فرایندها شامل تعداد زیادی از جریان‌های فرآیندی و سرویس‌های جانبی می‌باشند، کار ساده‌ای نیست [۳]. در این راستا رویکردهای مبتنی بر فن‌آوری پینچ همچون ابزارهای گرافیکی درک عمیقی از شبکه مبدل‌های حرارتی و ارائه راهکارهای بهینه‌سازی مصرف انرژی ارائه می‌دهند. روش نهایی طراحی پینچ توسط لینهوف^۱ و هندمارش^۲ در سال ۱۹۸۳ به انجام رسید که بعدها توسط احمد در سال ۱۹۸۶ و سپس توسط لینهوف و احمد و همچنین احمد و همکاران در سال ۱۹۹۰ توسعه یافت [۴]. روش طراحی پینچ محاسبه ساختار شبکه تبادل حرارتی و پارامترهای اساسی مبدل‌های حرارتی را ممکن می‌سازد. به دلیل ساده‌سازی‌های ذاتی پنهان در روش طراحی پینچ، مراحل دیگری مثل به حداقل رساندن هزینه سالانه شبکه مبدل‌های حرارتی و بهینه‌سازی سطح انتقال حرارت برای بهبود ساختار لازم است. مرحله‌ی اثرگذار دیگر هدف‌گذاری است که اهداف و رویکرد حداقل دما در بازیابی حرارت (محاسبه شده توسط *supertargeting*) که در طراحی استفاده می‌شود را فراهم می‌کند. بعداً این مرحله حداقل دمای ممکن (ΔT_{min}) بهینه، دمای پینچ و اهداف دیگر مشخص می‌شوند.

گاهی در تحلیل شبکه مبدل حرارتی، خصوصاً در صنعت، نیاز است با کمترین میزان تغییرات در تعداد مبدل‌های حرارتی، تعداد واحدهایی که تبادل حرارتی انجام می‌دهند به حداقل برسد. به دلیل در نظر گرفتن قوانین پینچ ممکن است تعداد این واحدها در طراحی افزایش یافته و حلقه‌هایی را در شبکه ایجاد کند. در مرحله یکپارچه‌سازی اصلاحی از طریق تحلیل پینچ می‌توان با حذف حلقه و نقص ΔT_{min} در مبدل‌ها از طریق مسیرها به حالتی از توزیع بهینه‌ی بار حرارتی نزدیک شده و هزینه‌های سرمایه‌گذاری را کاهش داد. در واقع به‌جای حذف مبدل‌ها، محل آن‌ها اندکی تغییر داده شود. این کار از طریق کم‌وزیاد کردن دمای ورود و خروج جریان‌های سرد و گرم مربوط به مبدل موردنظر

¹ Linnhoff

² Hindmarsh

انجام می‌شود و "تحلیل مسیر"^۳ نامیده می‌شود. در این روش، عدم موازنه حرارتی در اثر تغییرات دماها از طریق "مسیر" ارتباط میان مبدل‌ها و سرویس‌های جانبی به این سرویس‌ها منتقل و موازنه دوباره برقرار می‌شود. نتیجه این موازنه مجدد، کاهش هم‌زمان بار سرمایه‌گذاری و گرمایش است. [۵و۴]

علاوه بر تلاش برای به حداقل رساندن تغییرات در ارائه راهکار مبتنی بر تحلیل شبکه مبدل حرارتی، گاهی استفاده هم‌زمان از روش‌های گوناگون می‌تواند به طور چندجانبه بهینه‌سازی شبکه مبدل‌های حرارتی را نتیجه دهد. کشین لو^۴، کانگ ژین^۵، هائو وو^۶ و رابین اسمیت^۷ در سال ۲۰۲۲ به روش‌های جدید خودکار شده برای تعیین بهینه‌ترین تغییرات برای دستیابی به هدف بازجورسازی^۸ مناسب شبکه مبدل‌های حرارتی در سطح تجهیز دست یافتند که طی آن تغییرات گوناگون پیشنهادی از تحلیل پینچ در یک الگوریتم مرحله به مرحله بررسی می‌شود تا بهترین سناریو که بهینه‌سازی را با کمترین تغییرات و کمترین هزینه سرمایه‌گذاری ممکن می‌سازد، شناسایی شود. در این روش به طور ویژه به بررسی امکان بهره‌گیری از مبدل‌های صفحه‌ای به جای مبدل پوسته و لوله پرداخته می‌شود، زیرا مبدل‌های صفحه‌ای یکی از بهینه‌ترین انواع مبدل‌های حرارتی هستند که حداقل اختلاف دمای ممکن را ایجاد می‌کنند. با این حال استفاده از این روش به دلیل هزینه سرمایه بسیار بالا برای جایگزین کردن مبدل صفحه‌ای با پوسته و لوله در صنعت با مشکل مواجه خواهد شد. [۶]

از ویژگی‌های شاخص تحلیل پینچ می‌توان به منعطف بودن روش و ارائه راهکارهای بسیار زیاد برای یکپارچه‌سازی حرارتی در یک شبکه حرارتی اشاره کرد. این موضوع ممکن است استفاده کاربردی از پتانسیل‌های ارائه‌شده توسط این روش را با چالش جدی روبرو سازد؛ بنابراین تجربه، تحلیل و در نظر گرفتن ضرایب کنترلی و فرآیندی می‌تواند به انتخاب روش بهینه از میان پتانسیل‌های گوناگون ارائه‌شده توسط تحلیل پینچ، منجر شود [۷].

در پژوهش پیش رو به منظور بهینه‌سازی سطح تبادل حرارت و استفاده حداکثری از انرژی در واحد استحصال اتان، به ارزیابی شبکه تبادل حرارتی در این واحد پرداخته شده است. هدف اصلی در این پژوهش کاربردی، بهینه‌سازی انرژی با حداقل تغییرات در شبکه مبدل‌های حرارتی می‌باشد، زیرا در صنایع محدودیت‌های بسیاری برای ایجاد تغییرات وجود دارد.

۲- روش تحقیق

روش طراحی پینچ شامل سه مرحله اصلی است. در مرحله اول که تحلیل ترمودینامیکی بوده و تحت عنوان محاسبه آبشار حرارتی شناخته می‌شود، دمای پینچ تعیین می‌شود. در مرحله دوم تقسیمات لازم جریانی و ساختاری مناسب در مجاورت نقطه پینچ به دست می‌آید که در آن، از قوانین طراحی پینچ استفاده می‌شود تا قوانین اساسی پینچ نقض نشده و میزان مصرف انرژی بهینه باشد. سومین مرحله نیز، شامل ترکیب زیر شبکه‌ها در دو طرف نقطه پینچ با یکدیگر است. در ابزار پینچ بهترین جریان‌های حرارتی فرآیندی جهت تبادل حرارت و ارتباط با یکدیگر در شبکه مبدل‌های حرارتی فرآیند شناسایی شده و هزینه‌های موردنیاز سامانه برای تأمین سرویس‌های جانبی گرم و سرد از

³ Path Analysis

⁴ Kexin Xu

⁵ Kang Qin

⁶ Hao Wu

⁷ Robin Smith

⁸ Retrofit

طریق هدف‌گذاری مقدار بهینه مصرف هریک بررسی می‌گردد. پس‌از آن با استفاده از داده‌های مربوط به پارامترهای اقتصادی فرآیند و تعیین ΔT_{min} بهینه، پتانسیل‌های صرفه‌جویی انرژی مشخص می‌شوند [۸ و ۹].

شکل ۱ روندنمای آنالیز پینچ و استخراج نتایج مورد نظر از نرم‌افزار Super target-process را به همراه آنالیز اقتصادی نشان می‌دهد. در این روش داده‌های طراحی واحد فرآیندی مورد نظر به همراه پارامترهای اقتصادی موجود وارد نرم‌افزار می‌شود و پتانسیل‌های صرفه‌جویی استخراج می‌شود.

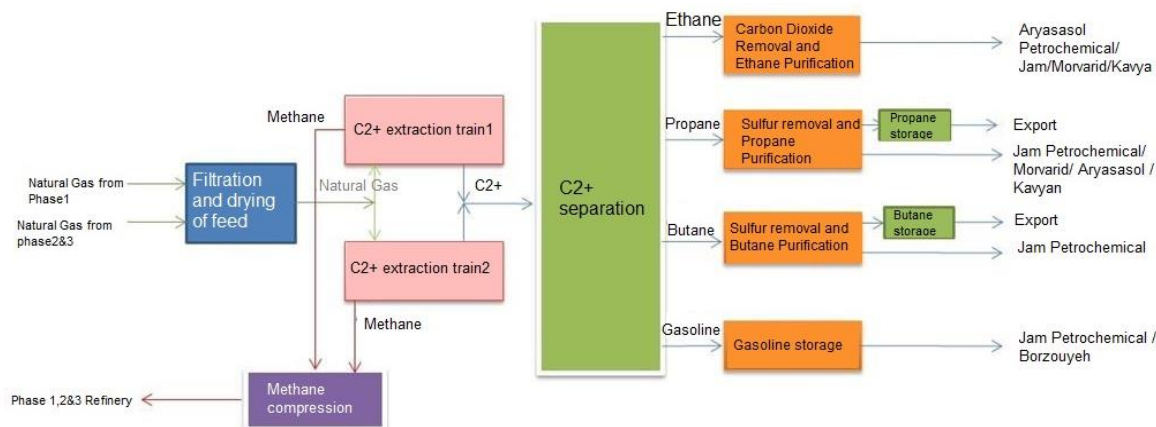
از میان پتانسیل‌های صرفه‌جویی انرژی و با در نظر گرفتن تحلیل اقتصادی، امکان‌سنجی فنی و چالش‌های اجرایی راه‌کارهای منتخب به همراه نتایج اقتصادی آن‌ها ارائه می‌شود.



شکل ۱- روندنمای استخراج راهکارهای کاربردی آنالیز پینچ با نرم‌افزار Super target-process

۳- مطالعه موردی

فرآیند واحد استحصال اتان شرکت پتروشیمی پارس با هدف جداسازی ترکیبات با ارزش از گاز طبیعی تولیدی فازهای ۱ و ۲ و ۳ پارس جنوبی و تبدیل آن‌ها به محصولات پتروشیمی با ارزش افزوده بالا تأسیس شده است. این واحد شامل فرآیند مشخص شده در شکل ۲ است.



شکل ۲- فرایند استحصال اتان

خوراک واحد، روزانه ۶۰،۰۰۰ تن گاز طبیعی است که از فازهای ۱ و ۲ و ۳ مجتمع گاز پارس جنوبی تأمین می‌گردد. پس از استحصال اتان مقدار ۴۸،۰۰۰ تن در روز، گاز سبک تحت عنوان گاز فروش^۹ به پالایشگاه‌ها برگشت داده می‌شود تا به شبکه گاز سراسری تزریق گردد. اتان استحصال شده به بخش تفکیک^{۱۰} ارسال شده و با انجام عملیات تقطیر، محصولات مختلف واحد مانند اتان، پروپان، بوتان و بنزین تولید می‌گردد. محصولات تولیدی خالص‌سازی شده و بسته به نوع محصول به نقاط مختلف ارسال می‌گردد. این واحد دارای فرآیندهای خشک کردن گاز خوراک و عملیات احیاء، بازیافت اتان، تفکیک، جداسازی دی‌اکسید کربن، جداسازی سولفور، ذخیره‌سازی محصول، سامانه تبرید، سامانه بخار و کندانس، سامانه گاز سوخت، سامانه آب خنک‌کننده، سامانه متانول، سامانه‌های جانبی، سامانه مشعل سوزی^{۱۱} و سامانه آب زائد است.

از ویژگی‌های متمایز واحد استحصال اتان می‌توان به وجود چرخه سرماساز پروپان اشاره کرد که در سطوح دمایی بسیار پائین‌تر از حداقل اختلاف نیرومحرکه دمایی در شبکه تبادل حرارت فرآیند استحصال اتان، صورت می‌پذیرد. بدین منظور لازم است فرآیند استحصال اتان به دو بخش گرم و سرد تقسیم شده تا عملیات تحلیل و تحلیل شبکه تبادل حرارتی به‌طور جداگانه در هر یک از آن‌ها انجام گیرد.

۴- جمع‌آوری اطلاعات و پارامترهای اقتصادی فرآیند

یکی از بخش‌های اساسی در یکپارچه‌سازی حرارتی و به‌کارگیری ابزار تحلیل پینچ، جمع‌آوری دقیق اطلاعات فرآیندی موردنیاز است. کلیه اطلاعات جریان‌های گرم و سرد فرآیندی واحد استحصال اتان در جدول ۱ جمع‌آوری و ارائه شده است. مبنای اطلاعات جمع‌آوری شده، جدول داده‌های مربوط به شرایط طراحی است.

این جداول از اطلاعات دمای ورودی و خروجی، آنتالپی و ظرفیت گرمایی جریان‌ها تشکیل شده است. لازم به ذکر است شبکه تبادل حرارت موردنظر، کلیه مبدل‌های حرارتی فرآیند- فرآیند، کوره‌ها و مبدل‌های خنک‌کننده هوایی و آبی را شامل می‌شود.

⁹ Sales Gas

¹⁰ Fractionation

¹¹ Flare

جدول ۱- اطلاعات جریان های فرآیندی واحد استحصال اتان (C2)

Type	Name	phase	TS [°C]	TT [°C]	ΔH [kW]	$[kW/°C]m c_p$
Cold	E-0111 shell/ (Heater)	gas	15.43	220	2305	11.268
Hot	AE-1214 tube	gas	92.48	64.92	21592	783.453
Hot	E-1215/ (SW)	gas	64.92	40	19569	785.274
Hot	AE-2214 tube	gas	92.48	64.92	21592	783.453
Hot	E-2215/ (SW)	gas	64.92	40	19569	785.274
Cold	E-0311 tube/ (REB) LP	liquid	75.51	78	35821	14385.96
Hot	E-0312 tube/ (REF)	gas	-5.91	-8.42	23005	9165.338
Cold	E-0313 tube/ (REB) LP	liquid	108.88	111.9	29014	9607.271
Hot	E-0314 shell/ (SW)	gas	52.75	51.33	29674	20897.21
Hot	E-0316 tube/ (REF)	liquid	38	-9.73	4166	87.283
Hot	E-0317 tube/ (REF)	liquid	-9.73	-41	2482	79.373
Cold	E-0318 tube/ (REB) LP	liquid	113.45	117.78	8493	1961.431
Hot	E-0319 shell/ (SW)	gas	54.31	50.58	11895	3189.009
Hot	E-0321 tube/ (REF)	liquid	38	-4	1999	47.595
Cold	E-0413 tube/ (REB) LP	liquid	118.33	118.87	33846	62677.67
Cold	E-0511 shell/ (Heater) HP	gas	17.28	285	6349	23.715
Hot	AE-0512 tube	gas	279.97	60	5292	24.058
Hot	AE-0513 tube	gas	148.64	65	2086	24.94
Hot	E-0711 tube/ (SW)	gas	90.55	51.44	74091	1894.426

LP فشار کم، HP فشار بالا، SW آب دریا، REB تبخیرکننده مجدد، TS دمای اولیه، TT دمای هدف، REF خنک سازی

از جمله پارامترهای مهم و تأثیرگذار در تعیین و انتخاب بهترین پتانسیل های صرفه جویی انرژی از میان پیشنهاد های اصلاحی جهت اجرا در واحد فرآیندی، دو محدودیت اقتصادی میزان سرمایه گذاری لازم و همچنین زمان بازگشت سرمایه می باشند. از آنجاکه در تحلیل شبکه مبدل های حرارتی، مقدار ΔT_{min} بر آرایش و اقتصاد شبکه اثر چشمگیری دارد، لذا باید مقدار بهینه این کمیت با توجه به پارامترهای اقتصادی فوق محاسبه شود. از مهم ترین مزایای فناوری پینچ، ملاحظات اقتصادی و تعیین نقطه کاری با در نظر گرفتن پارامترهای مختلف اقتصادی است. در مسائل طراحی از پایه، هدف مسئله کمینه کردن هزینه کل شبکه با توجه به جریان نقدی نزولی و ارزش فعلی خالص است؛ اما در مسائل طراحی اصلاحی شبکه موجود مبدل ها، دوره برگشت سرمایه و سقف سرمایه گذاری، دو عامل تعیین کننده نقطه کاری می باشند. به همین علت قبل از انجام محاسبات و ارائه یک طرح اصلاحی لازم است تا هر دو پارامتر دوره برگشت سرمایه و سقف سرمایه گذاری مشخص شوند. علاوه بر دوره برگشت سرمایه و سقف سرمایه گذاری، لازم است تا هزینه انرژی های سرمایشی، گرمایشی و الکتریکی و هزینه تجهیزات مختلف نیز تعیین شود. برای محاسبه سطح انتقال حرارتی کل شبکه از رابطه ارائه شده زیر و همچنین مقادیر ضریب انتقال حرارت جریان های فرآیندی استفاده می شود [۱۰].

$$Area = \sum_k \frac{1}{\Delta T_{LMk}} \left(\sum_i^{HotStreams} \frac{q_i}{h_i} + \sum_j^{ColdStreams} \frac{q_j}{h_j} \right) \quad (1)$$

در این رابطه، $\Delta T_{LM,k}$ میانگین لگاریتمی اختلاف دما در بازه آنتالپی k ام و q_i تغییر آنتالپی جریان i در بازه آنتالپی k و h_i ضریب انتقال حرارت جریان i در بازه آنتالپی k است.

مبنای هزینه ثابت مبدل ها از رابطه زیر به دست آمده است که قیمت مبدل های ساده با جنس معمولی در سال ۱۹۹۹ میلادی را منعکس می کند [۱۰ و ۱۱].

$$BaseCost = a + b(A^c) \quad (2)$$

در این رابطه، قیمت بر حسب دلار آمریکا و سطح بر حسب m^2 است. برای به دست آوردن روابطی که هزینه ثابت مبدل‌ها را با توجه به شرایط و مشخصات این مبدل‌ها و نیز بر مبنای قیمت‌های جدید بیان کنند، ضرایب تبدیل زیر در نظر گرفته شده‌اند:

- ضریب تصحیح رده فشار عملیاتی
- ضریب تصحیح رده دمای عملیاتی
- ضریب تصحیح جنس مبدل‌ها
- ضریب تصحیح قیمت‌های سال ۲۰۱۸ (جدیدترین شاخص در دسترس) و سال ۱۹۹۹
- ضریب تصحیح هزینه‌های نصب مبدل‌ها

مقدار این ضرایب از جداول جامع‌ترین مرجع در دسترس و بر اساس مشخصات معلوم مبدل‌های این فرآیند که در برگه‌های اطلاعاتی آن‌ها ثبت شده استخراج شده است. لازم به ذکر است سایر اطلاعات اقتصادی از قبیل قیمت انواع یوتیلیتی‌های مصرفی واحد نیز توسط کارشناسان فرآیند شرکت پتروشیمی و از منابع موجود گردآوری شده است که در جدول ۲ ارائه شده است [۱۱۰].

جدول ۲- اطلاعات و پارامترهای اقتصادی موردنیاز

Firing Duty Cost, (\$/1000m ³)	72.2	Power Cost (\$/kWH)	0.05
Cooling water cost, (\$/1000 gal)	0.2	Plant Life Time, (Y)	30
Interest Rate (I), (%)	18	Maximum Payback, (Y)	5
Investment Cost			
Area Capital Cost (\$) = A+B(Area) ^c			
Area Capital Factor A (\$)	22400		
Area Capital Factor B	4430		
Area Capital Factor C	0.74		

۵- هدف‌گذاری انرژی و تعیین حداکثر بازیافت حرارتی

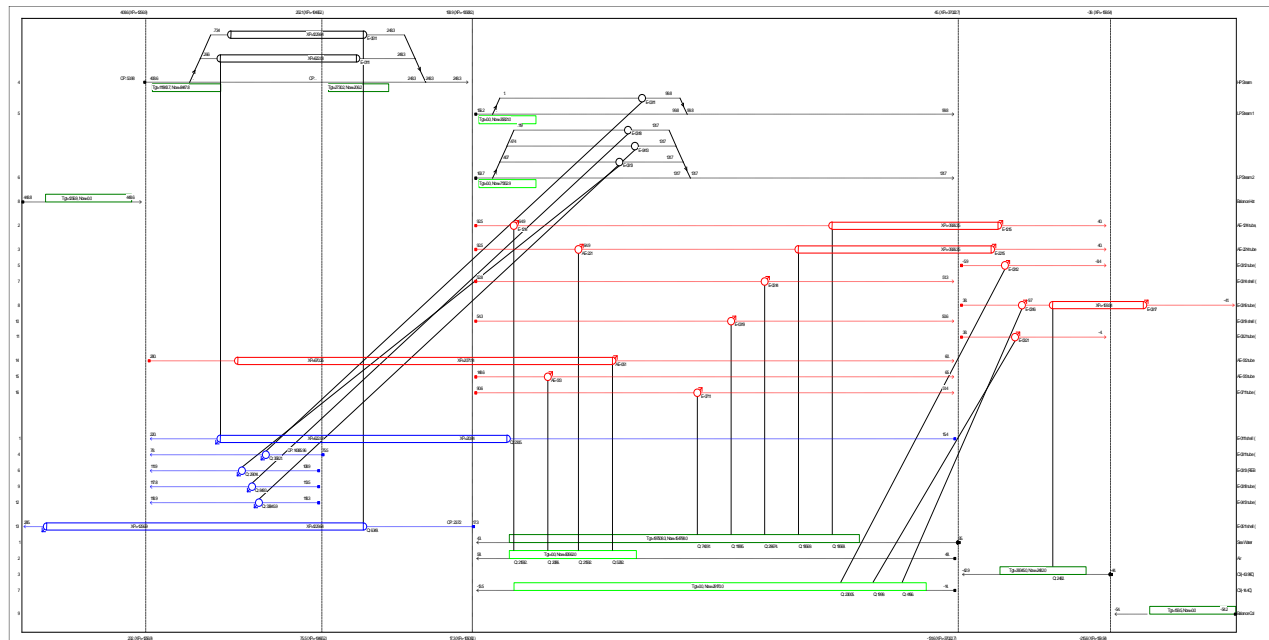
پس از آنکه کلیه اطلاعات موردنیاز جهت انجام تحلیل پینچ و محاسبات مربوط به آن جمع‌آوری شد، اکنون این داده‌های فرآیندی و حرارتی به همراه سایر مشخصات جریان‌های فرآیندی به محیط نرم‌افزار معتبر و تجاری SuperTarget-Process منتقل شده تا تحلیل پینچ بر روی آن‌ها آغاز شود. اطلاعات ورودی به این نرم‌افزار علاوه بر اطلاعات فرآیندی (شامل دماهای آغازین و پایانی جریان‌ها، بار حرارتی مبدل‌ها و محل آن‌ها روی مقیاس دمایی و نیز نحوه تبادل حرارت جریان‌های گرم و سرد در شبکه تبادل حرارت موجود)، شامل هزینه‌های سرمایه‌گذاری و عملیاتی فرآیند نیز است.

پس از وارد نمودن کلیه اطلاعات موردنیاز به نرم‌افزار می‌توان عملیات مربوط به هدف‌گذاری انرژی شبکه مبدل‌های حرارتی فرآیند را آغاز نمود. روش کار در این مرحله جهت انجام هدف‌گذاری و تعیین حداکثر میزان پتانسیل‌های صرفه‌جویی انرژی به این ترتیب است که ابتدا نمودار شبکه تبادل حرارت و سپس منحنی‌های مرکب در حالت مربوط به شرایط طراحی ترسیم و پس از آن به تعیین ΔT_{min} بهینه فرآیند پرداخته می‌شود. آنگاه با بررسی منحنی‌های مرکب

و همچنین شبکه مبدل‌های حرارتی به دست آمده در ΔT_{\min} بهینه، شرایطی از فرآیند که در آن بتوان حداکثر پتانسیل‌های صرفه‌جویی انرژی را بررسی و ارزیابی کرد، تعیین می‌شوند. پس از آنکه کلیه فرصت‌های صرفه‌جویی انرژی در فرآیند شناسایی شدند، لازم است بررسی‌های بیشتری به لحاظ فنی، عملیاتی و اقتصادی بر روی هر یک از پیشنهادهای به دست آمده، انجام گیرد. بدین ترتیب می‌توان مشخص نمود کدام‌یک از این پیشنهادهای اصلاحی به لحاظ صرفه‌جویی انرژی و همچنین هزینه‌های سرمایه‌گذاری و محدودیت‌های عملیاتی موجود قابل‌اجرایی‌تر و مقرون‌به‌صرفه‌تر می‌باشند. انتخاب بهترین طرح می‌تواند بر اساس روش فرآیند، تجربه و احکام مهندسی و در نظر گرفتن محدودیت‌های عملیاتی باشد. اجرایی بودن پتانسیل پیشنهادی مهم‌ترین معیار برای انتخاب است و در آن باید محدودیت زوج مبدل‌های حرارتی ممنوع، عدم امکان تعویض پمپ، فاصله و افت فشار در نظر گرفته شوند. پیچیدگی استفاده از سناریوهای برآمده از تحلیل پینچ در این است که چنانچه در یک طرح پیشنهادی شامل جابجایی مبدل‌های حرارتی یا استفاده از مبدل حرارتی جدید، تنها امکان پیاده‌سازی یکی از آن‌ها وجود نداشته باشد، عملاً کل سناریو قابل اجرا نخواهد بود [۱۲].

استفاده از روش بررسی "حلقه‌ها و مسیرها"^{۱۲} به‌عنوان ابزار دیگر بهینه‌سازی در فناوری پینچ می‌تواند با تحلیل حلقه‌ها و مسیرهای سرویس‌های جانبی، با کمترین تغییرات ممکن، راهکارهایی در جهت بهینه‌سازی مصرف انرژی ارائه دهد [۱۰].

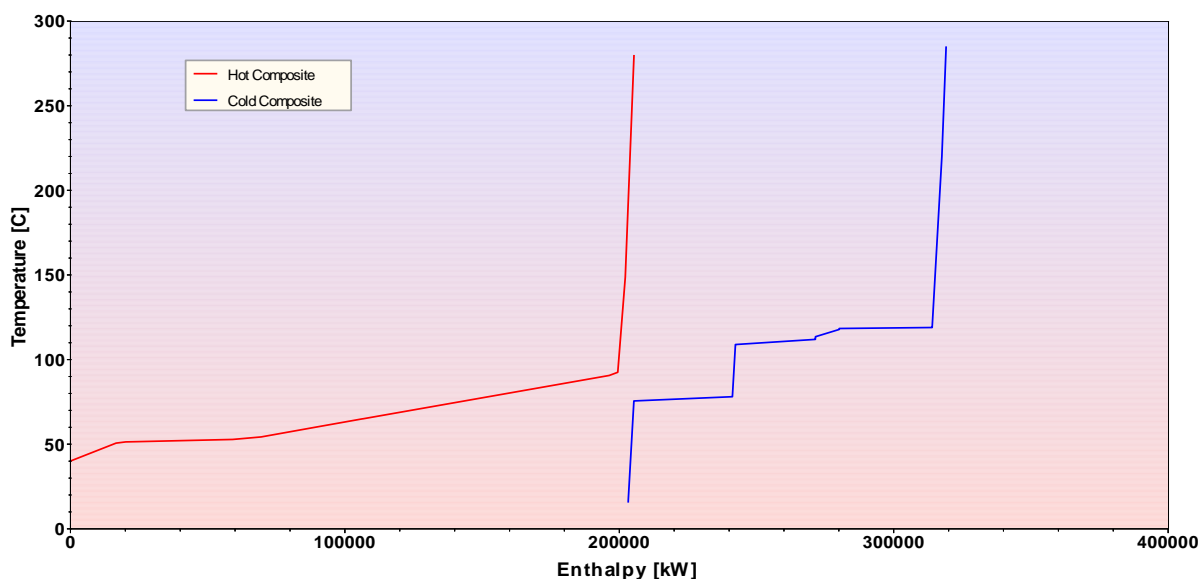
شکل ۳ نمودار شبکه تبادل حرارت کل فرآیند بازیابی اتان را نمایش می‌دهد. منحنی‌های مرکب جریان‌های گرم و سرد فرآیند نیز در شکل‌های ۴ و ۵ نشان داده شده است.



شکل ۳- نمودار شبکه تبادل حرارت موجود فرآیند C2

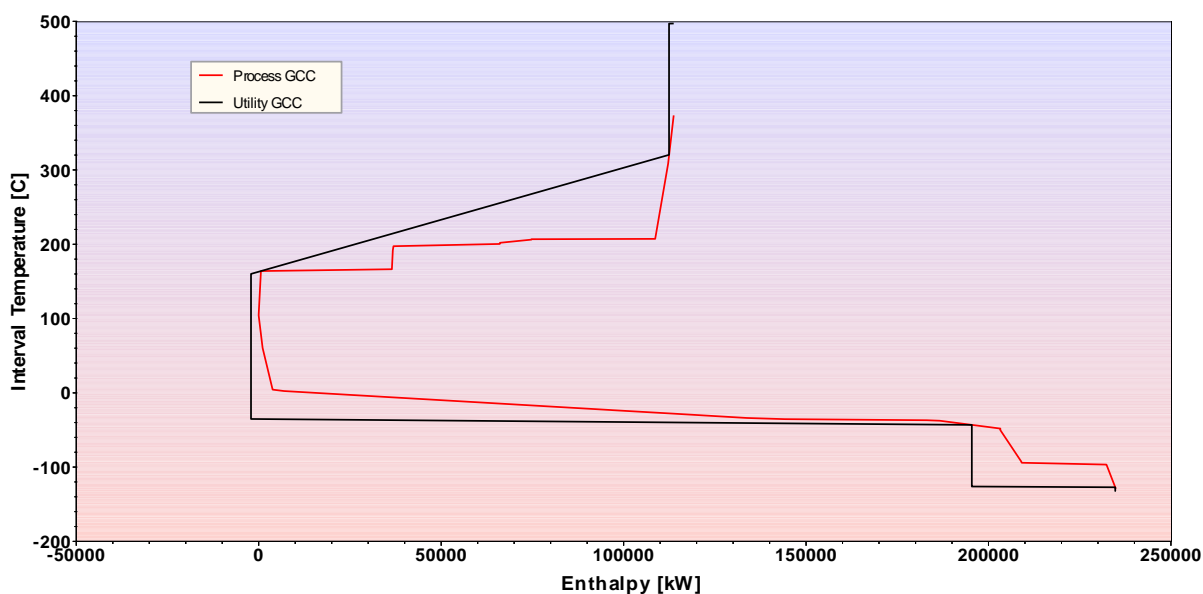
¹² Loops and Paths

DT=176.60C, Qh=113736.8, Qc=203268.0



شکل ۴- منحنی‌های مرکب جریان‌های گرم و سرد واحد فرآیندی C2

DT=176.60C, Cost=4.76E+7 \$/yr



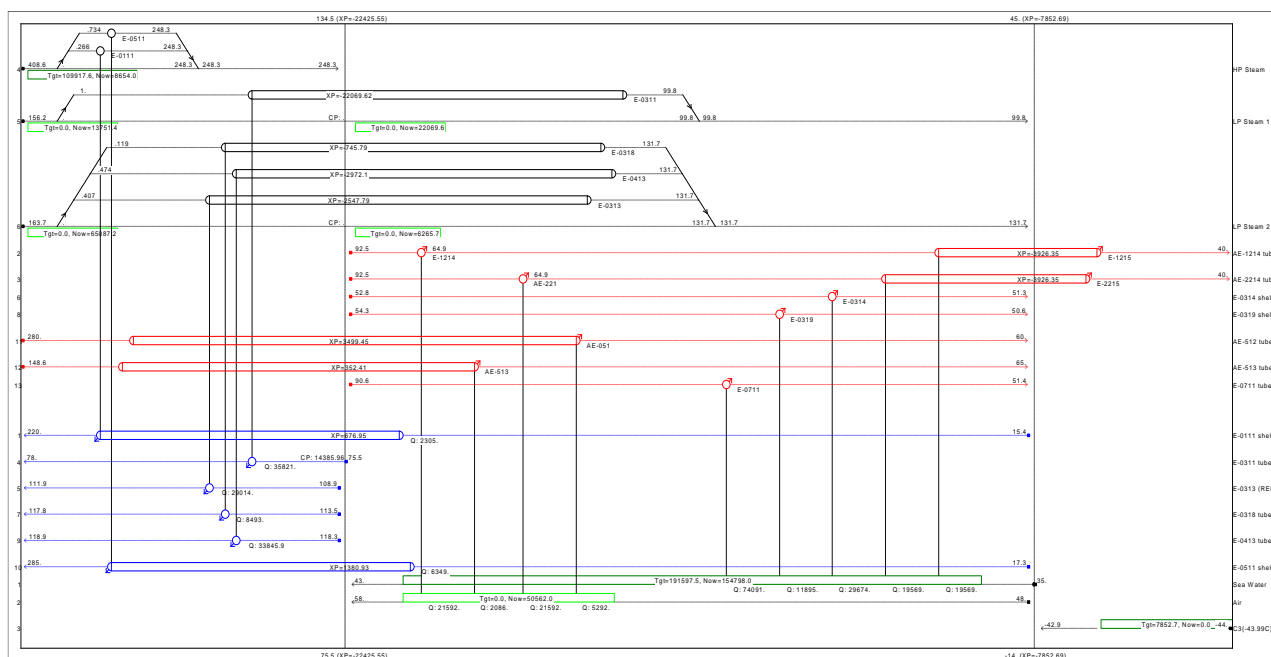
شکل ۵. منحنی مرکب کلی جریان‌های گرم و سرد واحد فرآیندی C2

با توجه به اطلاعات مربوط به جریان‌های فرآیندی در شبکه تبادل حرارت موجود، مقدار ΔT_{min} موجود حدود ۱۷۶ درجه سانتی‌گراد برآورد می‌شود؛ به عبارت دیگر در شرایطی که حداقل اختلاف نیرومحرکه دمایی یا همان ΔT_{min} شبکه تبادل حرارت فرآیند استحصال اتان برابر ۱۷۶ درجه سانتی‌گراد است، حداکثر یوتیلیتی گرم موردنیاز در واحد حدود ۱۱۶ MW و حداکثر یوتیلیتی سرد موردنیاز کل فرآیند نیز معادل ۲۳۷ MW است.

از آنجاکه بخش سرد فرآیند که شامل سیکل سرماساز پروپان است، در سطوح دمایی خیلی پایین‌تر از این دما عمل می‌کنند، لذا به نظر می‌رسد که باید از قانون جداسازی فرآیند به دو بخش گرم و سرد و انجام جداگانه تحلیل پینچ

در هریک از آن‌ها استفاده شود. بدین منظور لازم است فرآیند C2 به دو بخش گرم و سرد تقسیم شده تا عملیات تحلیل پینچ به‌طور جداگانه در هر یک از آن‌ها انجام گیرد.

عملیات هدف‌گذاری نشان می‌دهد نقطه پینچ فرآیند C2، در دمای ۱۰۵/۶ درجه سانتی‌گراد واقع است. این دما همان مرز پینچ فرآیند بوده که وجود مبدل‌های عبوری از آن سبب انتقال حرارت عبوری از مرزهای پینچ و در نتیجه نیاز بیشتر فرآیند به سرویس‌های جانبی گرم و سرد می‌شود. لذا پس از یافتن ΔT_{min} بهینه و اعمال آن در شبکه تبادل حرارت، به‌وضوح ملاحظه می‌گردد تعداد مبدل‌های انتقال‌دهنده حرارت از مرز پینچ کاهش یافته و در نتیجه مقادیر سرویس جانبی موردنیاز فرآیند نیز کاهش می‌یابند. شکل ۶ نمودار شبکه تبادل حرارت بهینه فرآیند C2 در بخش گرم را نشان می‌دهد.



شکل ۶- نمودار شبکه تبادل حرارت بهینه بخش گرم فرآیند C2

با در نظر گرفتن حداکثر سرویس‌های جانبی گرم و سرد مصرفی کل فرآیند (جدول ۳) و همین‌طور بخش گرم فرآیند (جدول ۴) استحصال اتان در ΔT_{min} های بهینه در هر بخش مشاهده می‌شود که در مقایسه با شرایط موجود حدود ۶ MW پتانسیل صرفه‌جویی در این بخش از فرآیند وجود دارد.

جدول ۳- حداکثر یوتیلیتی‌های گرم و سرد موردنیاز کل فرآیند C2 در ΔT_{min} بهینه

ΔT_{min}	Current (176 °C)	Target (59 °C)
Hot Utility (kW)	115828	109918
Cold Utility (kW)	237012	231102

جدول ۴- حداکثر یوتیلیتی‌های گرم و سرد موردنیاز بخش گرم فرآیند C2 در ΔT_{min} بهینه

ΔT_{min}	Current (176 °C)	Target (59 °C)
Hot Utility (kW)	115828	109918
Cold Utility (kW)	205360	199450

۶- بررسی و تحلیل پیشنهادهای اصلاحی تحلیل پینچ در واحد استحصال اتان

در گام بعدی تحلیل شبکه مبدل‌های حرارتی و پس از تعیین حداقل یوتیلیتی‌های گرم و سرد موردنیاز بخش‌های گرم و سرد فرآیند به‌طور جداگانه، اکنون نوبت به شناسایی پتانسیل‌های موجود جهت دستیابی به صرفه‌جویی انرژی می‌رسد. برای واحد استحصال اتان چهار پتانسیل صرفه‌جویی انرژی وجود دارد که عبارت‌اند از:

(الف) پیش‌گرمایش گاز احیاء ورودی به هیتر E-0511 توسط جریان ورودی به کولر هوایی AE-0512،
 (ب) گرمایش جریان ورودی به ریویولر E-0311 توسط جریان ورودی به کولر هوایی AE-0512،
 (ج) گرمایش جریان ورودی به ریویولر E-0311 توسط جریان ورودی به کولر هوایی AE-1214 و
 (د) گرمایش جریان ورودی به ریویولر E-0318 توسط جریان ورودی به کولر هوایی AE-0512.

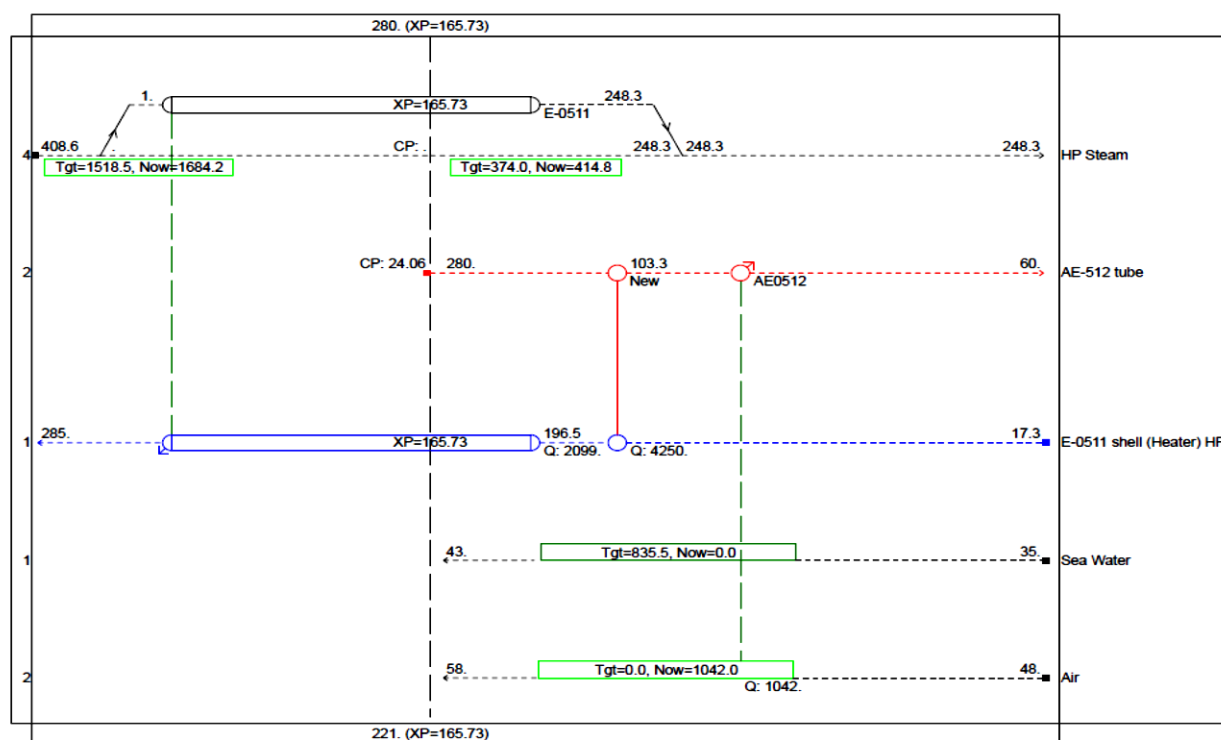
در تعیین پتانسیل‌های صرفه‌جویی انرژی در این فرآیند علاوه بر در نظر گرفتن محاسبات و تخمین‌های اقتصادی و فنی، نظرات کارشناسان فرآیندی و ایمنی پتروشیمی نیز حائز اهمیت است. به‌این‌ترتیب راه‌کارهای اجرایی و مقرون‌به‌صرفه به دست آمده از تحلیل پینچ ارائه شده است.

۶-۱- گرمایش گاز احیاء ورودی به هیتر E-0511 توسط جریان ورودی به کولر هوایی AE-0512

استفاده از جریان گرم ورودی به کولر هوایی AE-0512 جهت پیش‌گرمایش گاز احیاء ورودی به هیتر E-0511 در قسمت سولفورزدایی فرآیند استحصال اتان، با استفاده از نصب یک مبدل پوسته و لوله جدید، پتانسیل خوبی جهت دستیابی به صرفه‌جویی انرژی فراهم می‌آورد.

با اجرای این راهکار دمای جریان ورودی به کولر هوایی AE-0512 به نحو چشمگیری کاهش یافته و از ۲۸۰ درجه به حدود ۱۰۳ درجه سانتی‌گراد رسیده که خود سبب کاهش برق مصرفی فن‌های کولر هوایی خواهد شد. از طرفی دمای گاز احیاء ورودی به هیتر E-0511 نیز از ۱۷ درجه به حدود ۱۹۶ درجه سانتی‌گراد افزایش می‌یابد که سبب کاهش بار حرارتی و نهایتاً کاهش مصرف بخار HP خریداری‌شده توسط مجتمع می‌شود.

شکل ۷ نحوه انجام تغییرات فوق را بر روی نمودار شبکه تبادل حرارت بخش گرم فرآیند نشان می‌دهد. نتایج حاصل از محاسبات پارامترهای اقتصادی و تغییرات شرایط فرآیندی مربوطه نیز در جدول ۵ ارائه شده است.



شکل ۷- گرمایش گاز احیاء ورودی به هیتر E-0511 توسط جریان ورودی به کولر هوایی AE-0512

جدول ۵- نتایج حاصل از انجام تغییرات اعمال شده در پیشنهاد اول (فرآیند C2)

		Existing	Modified	
E-0511	Duty (kW)		6349.00	2099.00
	Shell	T _{IN} (°C)	17.28	196.50
		T _{OUT} (°C)	285.00	285.00
	Tube	T _{IN} (°C)	408.60	408.60
		T _{OUT} (°C)	248.29	248.29
AE-0512	Duty (kW)		5292.00	1042.00
	Shell	T _{IN} (°C)	48.00	48.00
		T _{OUT} (°C)	58.00	58.00
	Tube	T _{IN} (°C)	280.00	103.31
		T _{OUT} (°C)	60.00	60.00
New Exchangers	Duty (kW)		-	4250
	Shell	T _{IN} (°C)	-	17.28
		T _{OUT} (°C)	-	196.49
	Tube	T _{IN} (°C)	-	279.97
		T _{OUT} (°C)	-	103.31
Total saving (kW)		-	4250	
Total Natural Gas saving (\$/year)		-	341162	
Natural Gas price (\$/m ³ _{N.G})		-	0.063	
Electricity Price (\$/kWh)		-	0.0602	
Total Electricity saving (\$/year)		-	4108	
Total Energy saving (\$/year)		-	345270	
Area Requirement (m ²)		-	220	
Area Investment Cost (\$)		-	~0.26M	
NPV (\$)	1,707,259	PP (Yr)	0.6	
IRR (%)		133		

با قرارداد ضرایب اقتصادی مناسب در نرم‌افزار، با توجه به مصرف انرژی کاهش یافته از طریق اعمال راهکار و نیاز به سطح انتقال حرارت به عنوان هزینه سرمایه‌گذاری، نتایج تحلیل اقتصادی از طریق نرم‌افزار استخراج می‌گردد. همان‌گونه که نتایج محاسبات اقتصادی نشان می‌دهند زمان بازگشت سرمایه‌گذاری این طرح ۰/۶ سال و نرخ بازده داخلی (IRR) ۱۳۳ درصد است. لذا با توجه به نتایج آنالیز اقتصادی اجرای پیشنهاد اصلاحی فوق به لحاظ اقتصادی کاملاً به‌صرفه بوده و در جلسه‌ای با حضور کارشناسان شرکت پتروشیمی پارس از نظر فرآیندی و ایمنی نیز بررسی و تأیید شده است.

با اعمال این راهکار مصرف انرژی در طول سال کاهش قابل توجهی خواهد داشت. با احتساب میزان انرژی هر بشکه نفت به میزان ۱۷۰۰ کیلووات و با در نظر گرفتن ۷۵٪ بازده حرارتی برای گاز طبیعی و ۳۵٪ بازده حرارتی برای نفت خام، انرژی صرفه‌جویی شده با اعمال این راهکار معادل ۲۲۳۶۵ بشکه نفت صرفه‌جویی شده در سال است. با در نظر گرفتن انتشار ۴۳۰ کیلوگرم گاز دی‌اکسیدکربن به‌عنوان آلاینده به ازای هر بشکه نفت، مقدار ۹۶۱۶ تن گاز دی‌اکسیدکربن در طول سال کمتر انتشار می‌یابد [۱۳ و ۱۴]. نتایج حاصل از اعمال این راهکار در جدول ۶ ارائه شده است.

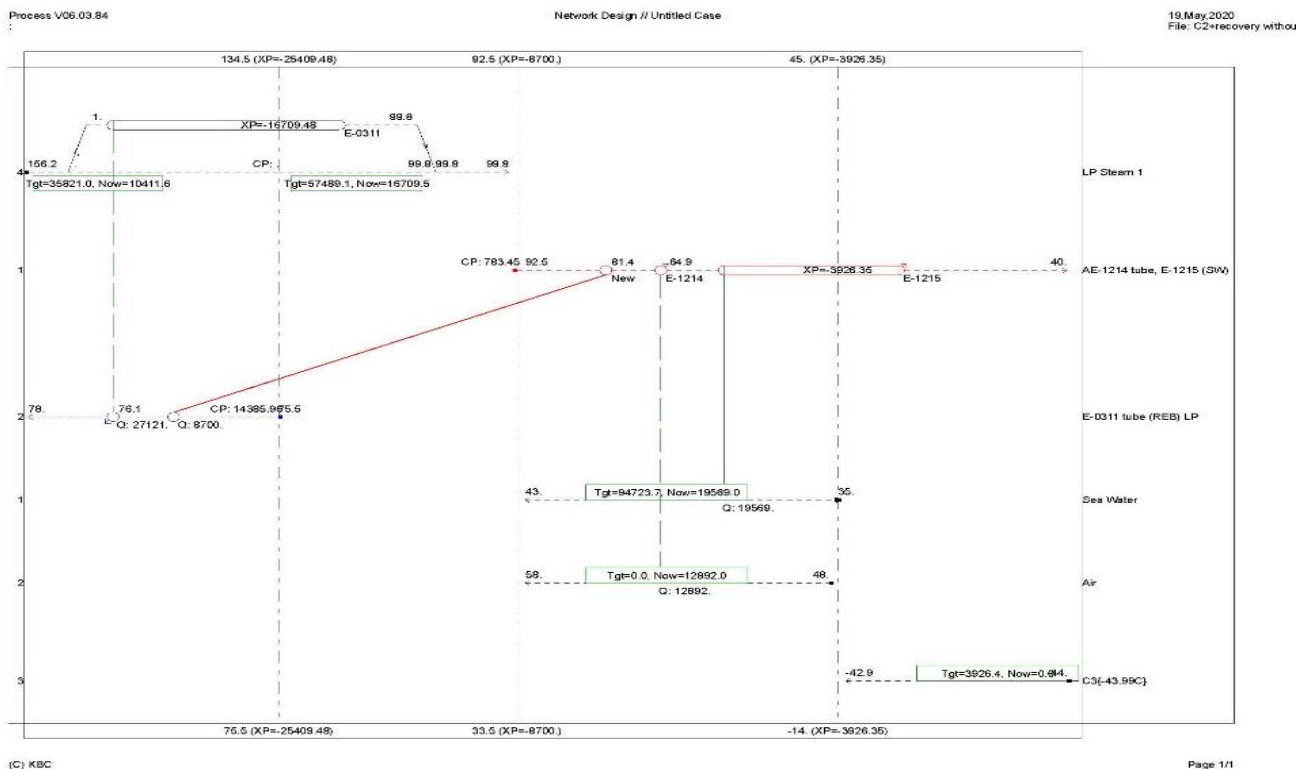
جدول ۶- نتایج صرفه‌جویی انرژی و کاهش آلاینده حاصل از پیشنهاد اول (فرآیند C2)

مقادیر	نتایج
278655	صرفه‌جویی سالانه انرژی حاصل از کاهش برق مصرفی در کولر هوایی (kWh/y)
5.4	کاهش گاز طبیعی مصرفی هیتر در سال با در نظر گرفتن ۷۵٪ راندمان حرارتی سوختن گاز (Mm ³)
345000	مجموع انرژی صرفه‌جویی شده در سال (\$/y)
22365	معادل صرفه‌جویی سالانه انرژی (oil barrel)
9616	کاهش سالانه انتشار گاز گلخانه‌ای دی‌اکسیدکربن (ton/y)

۶-۲- گرمایش جریان ورودی به ریپویلر E-0311 توسط جریان ورودی به کولر هوایی AE-1214

پیشنهاد اصلاحی دوم در شبکه تبادل حرارتی فرآیند استحصال اتان، استفاده از گرمای جریان ورودی به کولر هوایی AE-1214، جهت گرمایش محصول پایین برج اتان‌زدا، ورودی به ریپویلر E-0311 است، به‌طوری‌که دمای جریان ورودی به کولر هوایی AE-1214 از حدود ۹۲ درجه به ۸۱ درجه سانتی‌گراد کاهش یافته و در نتیجه مصرف یوتیلیتی سرد در این مبدل کم می‌شود. همچنین با افزایش دمای جریان پایین برج بوتانایزر، مصرف یوتیلیتی گرم یا همان بخار LP در مبدل E-0311 نیز کاهش می‌یابد.

شکل ۸ نحوه انجام تغییرات فوق را بر روی نمودار شبکه انتقال حرارت فرآیند C2 نشان می‌دهد. نتایج حاصل از انجام محاسبات اقتصادی و تغییرات فرآیندی مربوطه در جدول ۷ ارائه شده است.



شکل ۸- گرمایش جریان ورودی به ریویولر E-0311 توسط جریان ورودی به کولر هوایی AE-1214

جدول ۷- نتایج حاصل از انجام تغییرات اعمال شده در پیشنهاد دوم (فرآیند C2)

		Existing	Modified	
E-0311	Duty (kW)		35821.03	27121.03
	Shell	T _{IN} (°C)	156.15	156.15
		T _{OUT} (°C)	99.80	99.80
	Tube	T _{IN} (°C)	75.51	76.12
T _{OUT} (°C)		78.00	78.00	
AE-1214/2214	Duty (kW)		21591.99	12891.99
	Shell	T _{IN} (°C)	48.00	48.00
		T _{OUT} (°C)	58.00	58.00
	Tube	T _{IN} (°C)	92.48	81.37
T _{OUT} (°C)		64.92	64.92	
New Exchangers	Duty (kW)		-	8700
	Shell	T _{IN} (°C)	-	92.48
		T _{OUT} (°C)	-	81.38
	Tube	T _{IN} (°C)	-	75.51
T _{OUT} (°C)		-	76.12	
Total saving (kW)		-	8700	
Total Natural Gas saving (\$/year)		-	698379	
Natural Gas price (\$/m ³ _{N,G})		-	0.063	
Electricity Price (\$/kWh)		-	0.0602	
Total Electricity saving (\$/year)		-	73038	
Total Energy saving (\$/year)		-	771417	
Area Requirement (m ²)		-	3401.57	
Area Investment Cost (\$)		-	~1.84M	
NPV (\$)	2,094,056	PP (Yr)	2.2	
IRR (%)		39		

با قرارداد ضرایب اقتصادی مناسب در نرم افزار، با توجه به مصرف انرژی کاهش یافته از طریق اعمال راهکار و نیاز به سطح انتقال حرارت به عنوان هزینه سرمایه گذاری، نتایج تحلیل اقتصادی از طریق نرم افزار استخراج می گردد. همان گونه که نتایج محاسبات اقتصادی نشان می دهند زمان بازگشت سرمایه گذاری این طرح ۲/۲ سال و نرخ بازده داخلی (IRR) ۳۹ درصد است. اقتصادی بودن این طرح و بررسی آن از نظر محدودیت های فرآیندی و ایمنی طی جلسه ای با حضور کارشناسان شرکت پتروشیمی مورد بحث و تبادل نظر قرار گرفت. با اعمال این راهکار مصرف انرژی در طول سال کاهش قابل توجهی خواهد داشت. با احتساب میزان انرژی هر بشکه نفت به میزان ۱۷۰۰ کیلووات و با در نظر گرفتن ۷۵٪ بازده حرارتی برای گاز طبیعی و ۳۵٪ بازده حرارتی برای نفت خام، انرژی صرفه جویی شده با اعمال این راهکار معادل ۴۶۲۰۵ بشکه نفت صرفه جویی شده در سال است. با در نظر گرفتن انتشار ۴۳۰ کیلوگرم گاز دی اکسید کربن به عنوان آلاینده به ازای هر بشکه نفت، مقدار ۱۹۸۶۸ تن گاز دی اکسید کربن در طول سال کمتر انتشار می یابد [۱۳ و ۱۴]. نتایج حاصل از اعمال این راهکار در جدول ۸ ارائه شده است.

جدول ۸- نتایج صرفه جویی انرژی و کاهش آلاینده حاصل از پیشنهاد دوم (فرآیند C2)

مقادیر	نتایج
۸۱۹۰۶۰	صرفه جویی سالانه انرژی حاصل از کاهش برق مصرفی در کولر هوایی (kWh/y)
۸/۳	کاهش گاز طبیعی مصرفی در سال برای تولید بخار فشار پائین در ریبویلر با در نظر گرفتن ۷۵٪ راندمان حرارتی سوختن گاز (Mm ³)
۷۷۱۰۰۰	مجموع انرژی صرفه جویی شده در سال (\$/y)
۴۶۲۰۵	معادل صرفه جویی سالانه انرژی بر حسب بشکه نفت (oil barrel)
۱۹۸۶۸	کاهش سالانه انتشار گاز گلخانه ای دی اکسید کربن (kg/y)

۷- نتیجه گیری

در این پژوهش واحد استحصال اتان یکی از پتروشیمی های کشور به منظور کاهش مصرف انرژی انتخاب شده است. به همین منظور از تحلیل پینچ به عنوان ابزاری برای یکپارچه سازی حرارتی استفاده شده است. بررسی های انجام شده نشان داد بهترین پتانسیل های موجود پیش گرمایش هیترها و ریبویلرها به وسیله حرارت جریان ورودی به کولرهای هوایی است؛ بنابراین پس از اجرای تحلیل پینچ در شبکه مبدل های حرارتی و بررسی دو پتانسیل تأیید شده به لحاظ فنی و ایمنی (در جلسه مطالعه عملیات و خطر^{۱۳}) پیش گرمایش هیترو و بویلر به وسیله جریان ورودی از دو کولر هوایی، تحلیل اقتصادی جهت بررسی مؤثر بودن راه کار به انجام رسید. نتایج محاسبات اقتصادی نشان می دهند که با اجرای این دو راهکار حدود ۱۲۹۵۰ کیلووات انرژی در طول سال صرفه جویی می گردد. نرخ بازگشت سرمایه برای راه کار اول ۰/۶ سال و برای راهکار دوم ۲/۲ سال است که با توجه به نتایج تحلیل اقتصادی از نرم افزار Super target-process می توان هر دو راهکار را مناسب دانست. با اعمال این دو راهکار، به طور سالیانه حدود ۱/۱ میلیون دلار صرفه جویی در مصرف انرژی صورت می گیرد و ۲۹۴۸۴ تن آلاینده دی اکسید کربن کمتری انتشار خواهد یافت.

۸- تشکر و قدردانی

نویسندگان از حمایت مالی شرکت پتروشیمی پارس در انجام این تحقیق در قالب اجرای پروژه پژوهشی کمال تشکر و قدردانی را دارند.

۹- منابع

- [1] U.S. Energy Data. U.S. Energy Information Administration, 2018 Manufacturing Energy Consumption Survey (MECS Table 1.2), 2021.
- [2] BP Statistical Review of World Energy, 67th Edition, BP p.l.c., London, UK, 2018.
- [3] Sung-Geun Yoon, Jeongseok Lee, Sunwon Park, "Heat integration analysis for an industrial ethylbenzene plant using pinch analysis", *Applied Thermal Engineering*, Volume 27, Issues 5–6, 2007.
- [4] Sieniutycz, S., Jezowski, J., "Energy Optimization in Process Systems and Fuel Cells", *Second edition, Elsevier*, 2013.
- [5] Jezowski, J., Bochenek, R., Jezowska, A., "Loop breaking in heat exchanger networks by mathematical programming", *Applied thermal engineering*, vol. 21, pp. 1429-1448, 2001.
- [6] Xu, K.; Qin, K.; Wu, H.; Smith, R. "A Novel Step-by-Step Automated Heat Exchanger Network Retrofit Methodology Considering Different Heat Transfer Equipment." *Processes* 2022, 10, 1459.
- [7] Kemp, Ian. C., "Pinch Analysis & Process Integration: A user guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy", *Second Edition, Elsevier*, 2007.
- [8] Goodarzvand-Chegini, F., Ghasemikafroudi, E., "Application of exergy analysis to improve the heat integration efficiency in a hydrocracking process", *Energy & environment; 0(0)*, pp. 1-16, 2017.
- [9] Linnhoff, B., Hindmarsh, E., "The pinch design method for heat exchanger networks", *chemical engineering science*, vol. 38, No. 5, pp. 745-763, 1983.
- [10] Smith, R., "Chemical process design and integration", John Wiley & Sons Ltd., 2nd Edition, (Chapter 17: Heat Exchanger Networks III/ Capital Cost Targets), West Sussex, England, 2016.
- [11] Hojjati, Mahmood Reza, Omidkhan, Mohammad Reza, Panjeh Shahi, Mohammad Hassan, "Cost Effective Heat Exchanger Network Design with Mixed Materials of Construction", *Iranian Journal of Chemistry and Chemical Engineering*, Vol. 23, No.2, 2004.
- [12] Hojjati, M., "Heat exchanger modification for distillation units of Shiraz oil refinery", *Iranian Chemical Engineering Journal*, Vol.15-No. 88, pp. 98-106, 2017.
- [13] EPA, Inventory of U.S. Greenhouse Gas Emissions and Sinks: 1990-2018. Annex 2 (Methodology for Estimating CO2 Emissions from Fossil Fuel Combustion), Table A-47 and Table A-53. U.S. Environmental Protection Agency, 2020.
- [14] The Energy and Fuel Data Sheet, Lain Staffell, University of Birmingham, UK, March 2011, Based on "International Energy Agency, Oil & Key World Energy Statistics Information. 2010: Paris.